

# ESTRATÉGIAS DE CONTROLE AVANÇADO APLICADAS À PLANTA TENNESSEE-EASTMAN

DELOU P. A.<sup>1</sup>, DEMUNER R. B.<sup>1</sup> e SECCHI A. R.<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química  
E-mail para contato: pdelou@peq.coppe.ufrj.br

**RESUMO** – Neste trabalho avaliou-se a combinação do controle clássico, em que se fez uso de controladores proporcional, integral e derivativo (PID), com o controle avançado em duas estratégias distintas de MPC (Model Predictive Control). Na primeira estratégia o objetivo foi manter as variáveis controladas e manipuladas em seus valores de referência. Na segunda, o objetivo foi minimizar as perdas de reagentes e produtos na purga, minimizar as perdas de reagentes na corrente de produto e minimizar a entrada de inerte e subproduto no reator. Os modelos internos dos controladores preditivos foram obtidos através de identificação de modelos lineares. A primeira aplicação do MPC permitiu que a planta absorvesse os distúrbios de forma mais rápida em relação ao PID puro. A segunda permitiu a minimização das perdas de reagentes e produtos, gerando uma redução de 17,67% no custo específico do produto, o que se refletiu em um lucro 9,48% maior que o estado estacionário de referência.

## 1. INTRODUÇÃO

### 1.1. A Planta Tennessee-Eastman

O processo consiste em cinco equipamentos principais: um reator, um condensador, um compressor, um separador gás-líquido e uma coluna de esgotamento. O fluxograma do processo pode ser visualizado na Figura 1.

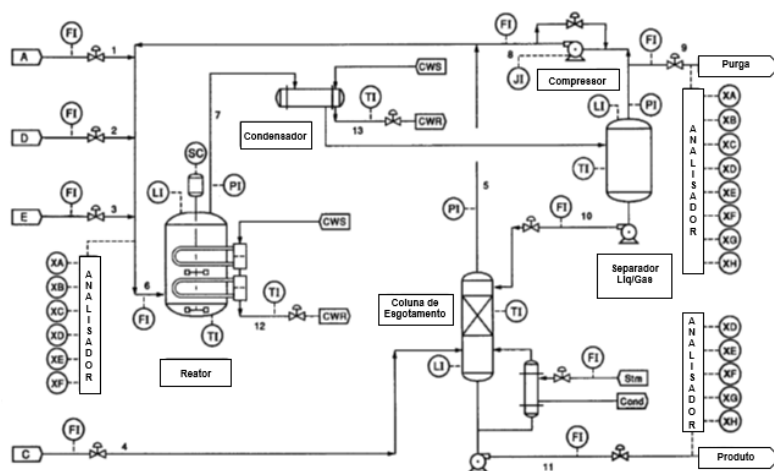


Figura 1 – Fluxograma do processo Tennessee-Eastman (Downs & Vogel, 1993).



XXII CONGRESSO  
BRASILEIRO DE  
ENGENHARIA QUÍMICA  
23 a 26 de Setembro de 2018  
Hotel Maksoud Plaza  
São Paulo – SP



XVII ENCONTRO BRASILEIRO  
SOBRE O ENSINO DE  
ENGENHARIA QUÍMICA  
27 a 28 de Setembro de 2018  
USP  
São Paulo – SP

A rota química do processo é composta por 4 reações irreversíveis e exotérmicas, em que há 4 reagentes (A, C, D e E), 2 produtos (G e H), um inerte (B) e um subproduto (F), totalizando 8 componentes, onde G é o produto de interesse econômico. Uma descrição mais detalhada do processo e dados dos balanços de massa e energia são apresentados no artigo de Downs e Vogel (1993). O modelo da planta utilizado foi disponibilizado em linguagem C por Bathelt et al. (2014) e foi aplicado ao Matlab® e Simulink® para as aplicações das estratégias de controle estudadas no presente trabalho. A estrutura e sintonia do controle regulatório aplicadas foram propostas por Farina (2000).

## 1.2. Controlador Preditivo Baseado em Modelo (MPC)

O algoritmo do MPC se baseia na minimização de uma função objetivo de desempenho sobre um horizonte de tempo, levando em consideração um modelo preditivo dinâmico e as restrições do processo, que fornece uma trajetória ótima para que o sistema seja direcionado e mantido em seu estado estacionário, ou *setpoint*. A função objetivo típica possui uma formulação quadrática e penaliza os desvios das variáveis controladas ( $y$ ) e manipuladas ( $u$ ) dos seus valores de referência sobre um horizonte futuro. Sua formulação sobre um horizonte de predição  $P$  e um horizonte de controle  $M$  para cada instante  $k$  pode ser visualizada abaixo:

$$J(k) = \sum_{i=1}^P (y_{k+i} - r_{k+i})Q_{k+i}(y_{k+i} - r_{k+i}) + \sum_{i=0}^{M-1} (u_{k+i}P_{k+i}u_{k+i} + \Delta u_{k+i}R_{k+i}\Delta u_{k+i}) \quad (1)$$

em que  $Q$ ,  $P$  e  $R$  são matrizes ponderais, positivas semidefinidas e simétricas. O problema de otimização do MPC em sua forma geral pode ser sintetizado pela seguinte estrutura em espaço de estados,  $\tilde{x}$ , conhecido ou estimado o estado real no início do horizonte,  $x(0)$ :

$$\min_{u(t)} J(\tilde{x}(t), u(t)) \quad (2)$$

$$\dot{\tilde{x}}(t) = f(\tilde{x}(t), u(t)) \quad (3)$$

$$\tilde{x}(0) = x(0) \quad (4)$$

$$g(\tilde{x}(t), u(t)) \leq 0, \quad \forall t \in [0, P] \quad (5)$$

## 2. IDENTIFICAÇÃO DE MODELOS

Para aplicação do controlador MPC, foi definida, a partir dos graus de liberdade disponíveis, uma estrutura contendo 10 variáveis manipuladas e 21 variáveis controladas. O processo de identificação dos modelos dinâmicos da planta adotou a abordagem SIMO (*Single-input, Multiple-Output*), sendo avaliadas todas as interações entre as variáveis controladas e manipuladas. Um algoritmo foi desenvolvido para realizar as identificações dos modelos de forma automática, utilizando as bibliotecas de identificação do Matlab®, em específico, o *System Identification Toolbox*™.

As estratégias de modelagem adotadas para a identificação foram modelos lineares do tipo ARX e Funções de Transferência (FT) discretas de ordem máxima igual a 6. Para cada par de variáveis manipulada-controlada, os dois modelos (ARX e TF) foram estimados e o que apresentou melhor ajuste ( $R^2$ ) com horizonte de predição infinito foi eleito para o modelo final.

## 3. CAMADA DE CONTROLE SUPERVISÓRIO (MPC)



XXII CONGRESSO  
BRASILEIRO DE  
ENGENHARIA QUÍMICA  
23 a 26 de Setembro de 2018  
Hotel Maksoud Plaza  
São Paulo – SP



XVII ENCONTRO BRASILEIRO  
SOBRE O ENSINO DE  
ENGENHARIA QUÍMICA  
27 a 28 de Setembro de 2018  
USP  
São Paulo – SP

Foram elaboradas duas estratégias para o controle da planta, descritas aqui como MPC EE e MPC MIN. O objetivo do MPC EE foi de manter as variáveis controladas e manipuladas em seus valores de referência; já o objetivo do MPC MIN foi minimizar as perdas de reagentes e produtos na purga, minimizar as perdas de reagentes na corrente de produto e minimizar a entrada de inerte e subproduto no reator. A sintonia dos controladores pode ser observada na Tabela 1.

Tabela 1 – Sintonia aplicada ao controle supervisão

Parâmetro de sintonia	valor
Tempo de amostragem (h)	0,25
Horizonte de Predição (h)	40
Horizonte de Controle (número da amostragem)	[10 20 30 40 60]

Os valores dos pesos foram obtidos por tentativa-e-erro, no MPC EE optou-se por pesos uniformes entre as variáveis controladas e manipuladas, enquanto no MPC MIN utilizou-se pesos aproximados ao custo de cada componente de modo a inserir um grau de importância aos componentes de maior valor econômico. No primeiro, foram consideradas todas as variáveis manipuladas na estrutura da função objetivo, enquanto no segundo nenhuma foi considerada. Sendo que, em ambos, as variáveis controladas que foram consideradas na estrutura da função objetivo foram as composições de A, C, D, E, G e H na purga, D e E no produto e B e F na alimentação do reator.

Restrições às variáveis manipuladas e controladas também foram inseridas para simular padrões de qualidade, segurança e produtividade. Os valores de referência considerados no MPC EE foram os próprios *setpoints* das variáveis controladas, enquanto os mesmos do MPC MIN foram valores 20% menores frente aos *setpoints* das variáveis controladas, dessa forma forçando a minimização das variáveis desejadas. Na primeira estratégia de controle, os pesos Q e P foram uniformes e R foi 10 vezes menor. Enquanto para a segunda estratégia, os pesos na matriz diagonal P foram escolhidos de modo a se aproximarem dos preços de cada composto, em Q foram nulos e em R foram pesos uniformes.

## 4. RESULTADOS

Para avaliar o desempenho das estratégias de controle desenvolvidas no presente trabalho, quatro distúrbios foram avaliados: degrau na razão A/C na alimentação (1), degrau na temperatura da alimentação da corrente D (2), degrau na temperatura da água de resfriamento do reator (3) e variação aleatória na pressão da alimentação de D (4). Os distúrbios foram aplicados em uma simulação única em que o distúrbio 1 foi aplicado às 100 horas e removido às 200 horas, o 2 foi aplicado às 300 horas e removido às 400 horas, o 3 foi aplicado às 500 horas e removido às 600 horas e, finalmente, o 4 foi aplicado às 700 horas e removido às 800 horas.

Todas as estratégias foram capazes de absorver as perturbações aplicadas e manter a operação dentro dos limites estabelecidos pelas restrições. De um modo geral, o MPC EE foi capaz de direcionar a planta para o seu estado estacionário com maior velocidade quando comparado ao PID puro, durante a aplicação ou remoção do distúrbio 1. Para os outros distúrbios ambos apresentaram resultados semelhantes.

O MPC MIN foi capaz de minimizar os componentes D, E, G e H na corrente de purga e D e E na corrente de produto. Para tal, algumas variáveis sofreram elevações consideráveis durante a operação, como a vazão de alimentação do reator, pressão do reator e do separador, a potência do compressor e temperatura, vazão de vapor e vazão de fundo da esgotadora. Em consequência a essas alterações, foi possível aumentar o lucro médio da operação em 9,48% frente ao estado estacionário, um valor total de \$512,76/h. Em termos de eficiência da operação, houve uma redução de 17,67% no custo médio por m<sup>3</sup> de produto. A Figura 2 apresenta o resultado das simulações para o custo operacional, sendo possível visualizar que a estratégia MPC MIN mantém o custo operacional abaixo da linha de referência relativa ao *setpoint* de referência.

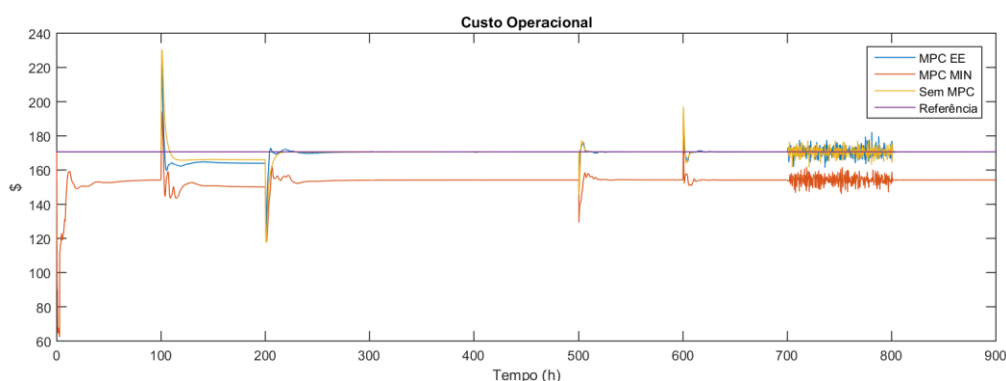


Figura 2 – Custo operacional.

## 5. CONCLUSÃO

Ambas as estratégias de MPC foram capazes de absorver os distúrbios impostos e manter a operação, respeitando às faixas de restrições impostas. Observou-se que o MPC EE foi mais eficiente que o PID puro e o MPC MIN foi capaz de minimizar as perdas de reagentes e produtos na corrente de purga e de reagente na corrente de produto, aumentando, assim, o lucro médio e a eficiência da operação.

As duas estratégias propostas ainda cabem refinamentos quanto à sintonia dos controladores, visto que as respostas se mostraram agressivas. Isso se deu devido a uma série de fatores, entre eles, a estrutura e sintonia dos controladores PID adotadas da literatura, a modelagem linear da planta e os próprios parâmetros de sintonia dos MPCs propostos.

## 6. REFERÊNCIAS

- BATHELT, A., RICKER, N. L. & JELALI, M., Revision of the Tennessee Eastman Process Model. s.l., *9th International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, 2014.
- DOWNS, J. J. & VOGEL, E. F., A Plant-wide Industrial Process Control Problem. *Computers Chem. Engng.*, 17(3), pp. 245-255, 1993.
- FARINA, A. L., RPN-Toolbox: uma ferramenta para o desenvolvimento de estruturas de controle, Porto Alegre: Dissertação de Mestrado – UFRGS, 2000.